

УДК 622.276.8

МОДЕРНИЗАЦИЯ НИЗКОТЕМПЕРАТУРНЫХ СЕПАРАТОРОВ НА УРЕНГОЙСКОМ ГАЗОКОНДЕНСАТНОМ МЕСТОРОЖДЕНИИ

MODERNIZATION OF LOW-TEMPERATURE SEPARATOR AT URENGOY GAS AND CONDENSATE FIELD

Кусов Геннадий Владимирович

Кубанский государственный
технологический университет
de_france@mail.ru

Савенок Ольга Вадимовна

доктор технических наук, доцент,
доцент кафедры Нефтегазового дела
имени профессора Г.Т. Вартумяна,
Кубанский государственный
технологический университет
olgasavenok@mail.ru

Аннотация. Низкотемпературные технологические процессы применяются главным образом для обработки природных газов газоконденсатных месторождений с целью одновременной осушки и извлечения целевых компонентов – тяжёлых углеводородов и инертных газов при наличии их заметных количеств. В статье рассмотрена технологическая схема низкотемпературной сепарации газа, а также принцип работы аппарата по подготовке газа и его конструкция. Показана модернизация сепарационного оборудования. Приведён расчёт процесса дросселирования газа и расчёт низкотемпературного сепаратора очистки газа. Представлен расчёт экономического эффекта от модернизации низкотемпературных сепараторов.

Ключевые слова: низкотемпературная сепарация газа, подготовка природного газа к транспорту, установка низкотемпературной сепарации, аппарат по подготовке газа, модернизация сепарационного оборудования, расчёт процесса дросселирования газа, расчёт низкотемпературного сепаратора очистки газа.

Kusov Gennady Vladimirovich

Kuban State University of Technology
de_france@mail.ru

Savenok Olga Vadimovna

Doctor of the technical sciences,
Assistant professor, Assistant professor of
the pulp oil and gas deal of the name of
the professor G.T. Vartumyan,
Kuban State University of Technology
olgasavenok@mail.ru

Annotation. Low temperature processes are used mainly for the processing of natural gas condensate fields with the aim of simultaneous drying and extraction of target components – heavy hydrocarbons and inert gases in the presence of appreciable amounts. The article describes the process flow diagram of low-temperature gas separation, as well as the principle of operation of the apparatus for gas treatment and its design. It is shown that the modernization of separation equipment. The above calculation process throttling gas and calculation of the low-temperature gas cleaning separator. Presented calculation of economic benefit from the modernization of low-temperature separator.

Keywords: low-temperature separation of gas, preparation of natural gas to transport, installation of low-temperature separation, apparatus for gas treatment, modernization of separation equipment, calculation of gas throttling process, calculation of the low-temperature gas cleaning separator.

Уренгойское газоконденсатное месторождение находится на территории Пуровского района Ямало-Ненецкого автономного округа Тюменской области (рис. 1).

Технологическая схема низкотемпературной сепарации газа

Установка комплексной подготовки газа (далее УКПГ) № 5В введена в эксплуатацию в феврале 1986 года. На УКПГ-5В применена типовая схема низкотемпературной сепарации газа.

УКПГ-5, дожимная компрессорная станция № 5 (далее ДКС-5) I ст., II ст., УКПГ-5В и ДКС УКПГ-5В входят в состав газоконденсатного промысла ГКП-5.

В феврале 2009 года на УКПГ-5В была реализована система регенерации метанола из раствора ВМР низкой концентрации.

Процесс подготовки газа происходит на четырёх технологических линиях (далее – т.л.) установки низкотемпературной сепарации (далее УНТС), оснащённых аппаратами трёхступенчатой сепарации газа ГП-643.00.000 производительностью 5,0 млн м³/сут.

На момент проведения обследования подготовка природного газа к транспорту осуществлялась по следующей технологической схеме (рис. 2).

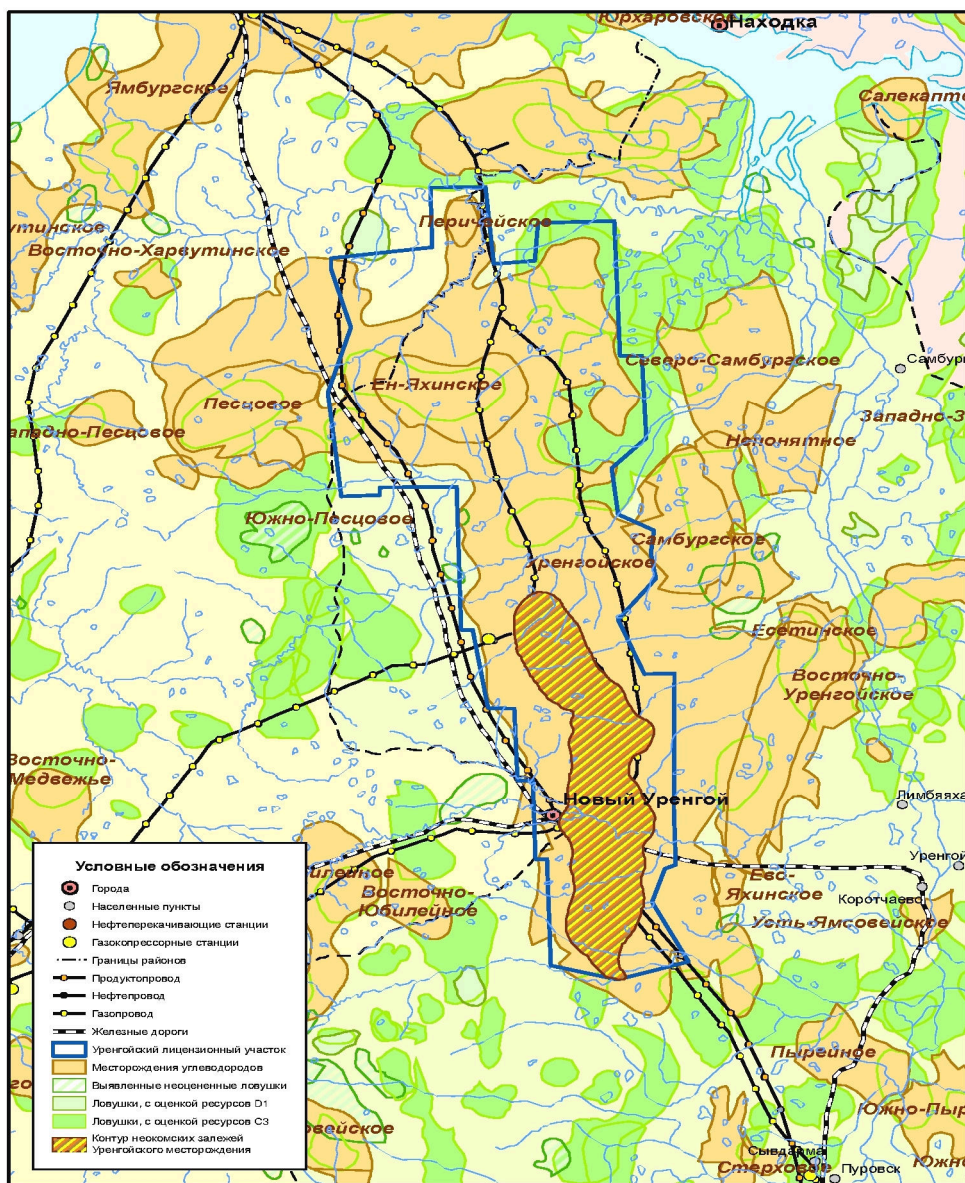


Рисунок 1 – Обзорная карта района работ

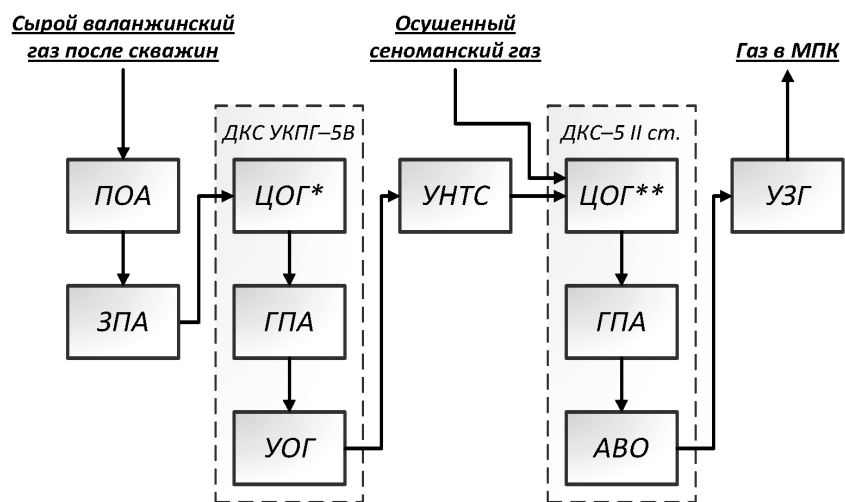


Рисунок 2 – Схема осушки валанжинского газа УКПГ-5В:

* – в работе находились две т.л. № 2 и 3 из имеющихся трёх т.л.

** – в работе находился фильтр-сепаратор Ф-202/1 т.л. № 7

Сырой газ со скважин проходит: газосборный коллектор (далее ГСК) → площадка отключающей арматуры (далее ПОА) → здание переключающей арматуры (далее ЗПА) → цех очистки газа (далее ЦОГ)* ДКС 5В → установка охлаждения газа (далее УОГ) → УНТС → ЦОГ** ДКС-5 ДКС II ст. → АВО II ст. → УЗГ → межпромысловый коллектор (далее МПК).

Из коллектора сырого газа $\varnothing 425 \times 22$ мм природная газоконденсатная смесь по трубопроводам $\varnothing 325 \times 16$ мм поступает параллельно на четыре технологические нитки установки низкотемпературной сепарации газа. Технологическая схема НТС и оборудование рабочих линий идентичны между собой, поэтому описание работы приводится для одной из них.

Установка низкотемпературной сепарации (НТС) обеспечивает разделение сырого газа (газоконденсатной смеси) на осушенный газ и нестабильный конденсат. Принцип действия установки заключается в том, что газовый поток проходит последовательно три ступени сепарации, отличающиеся условиями разделения (температура, давление). Параметры разделения в каждой ступени должны обеспечивать максимальную конденсацию и выделение жидкой фазы определённого состава (рис. 3).

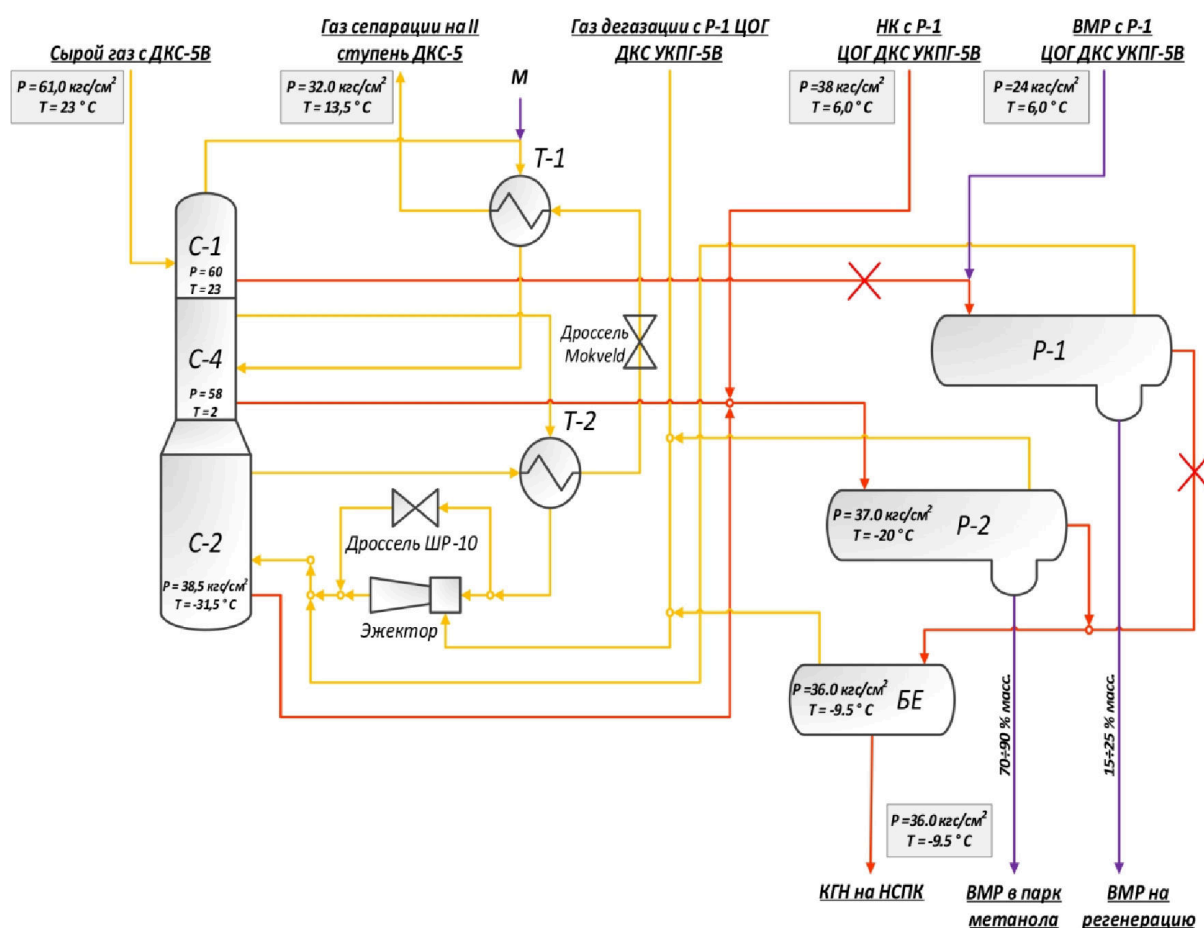


Рисунок 3 – Принципиальная схема УНТС на ГКП-5В

Сырая газоконденсатная смесь через входную пневмоприводную задвижку Ду 300, Ру 16 с температурой от 7 до 15 °С и давлением от 5,9 до 6,1 МПа поступает в блок первичного сепаратора С-201.

Давление сырого газа на входе в С-201 измеряется, сигнализируется поз. РІА (100.07-01) и регистрируется на АСУ ТП. Сырой газ входит в среднюю часть сепаратора С-201, который расположен в верхней части агрегата трёхступенчатой сепарации газа ГП 643.00.000. Сепаратор С-201 – вертикальный, жалюзийный, включает в себя отбойник жидкости на входе газа, сетчатый коагулятор и жалюзийную насадку. В нижней части се-

паратора находится сборник жидкости. В отбойнике расположенном на входе в аппарат отделяются крупные капли жидкости и механические примеси. Отделение мелких капель жидкости после коагуляции происходит в сетчатой и жалюзийной насадке. Жидкость собирается в нижней части сепаратора и выводится из сепаратора в разделитель. Уровень жидкости в разделительной емкости первичного сепаратора поддерживается автоматическим регулятором непрерывного действия поз. LC (100.09-03) и позиционным регулятором поз. LC (100.09-05). Предусмотрена сигнализация «максимум» и «минимум» уровней в С-201 поз. LIA (100.09-02).

Конденсат газа и метанольная вода выводятся в трёхфазный разделитель первой ступени Р-201.

Газ из первичного сепаратора С-201 с давлением от 5,9 до 6,1 МПа и температурой от 7 до 15 °С поступает в блок теплообменников Т-201 «газ – газ», где за счёт холода встречного потока осушенного газа охлаждается до температуры от минус 18 до минус 25 °С. Температура сырого газа поз. ТЕ (100.14-01) до теплообменников Т-201 выводится на мониторе АСУ ТП, после теплообменников на входе в С-204 поз. ТЕ (100.13-01). В теплообменнике Т-201 для предупреждения гидратообразования предусмотрен впрыск метанола или ВМР через форсунки.

Перепад давления, измеряемый и сигнализируемый на мониторе АСУ ТП поз. dPT (100.12-01) не должен превышать 0,15 МПа.

После теплообменников Т-201 сырой газ поступает в промежуточный сепаратор С-204, установленный в средней части аппарата трехступенчатой сепарации ГП 643. 00.000. Сепаратор С-204 центробежный, прямооточного типа, предназначенный для отделения капельной жидкости, сконденсировавшейся при охлаждении газа в Т-201.

Уровень жидкости в сепараторе С-204 поддерживается автоматическим регулятором непрерывного действия поз. LC 100.10.03 и позиционным регулятором поз. LC 100.10.05. Предусмотрена сигнализация «максимум» и «минимум» уровней в промежуточном сепараторе С-204 с выводом на монитор АСУ ТП поз. LIA (100.10-02).

Газ из С-204 поступает в блок теплообменников «газ – газ» Т-202, где за счёт холода встречного потока осушенного газа охлаждается до температуры от минус 18 до минус 25 °С. Температура на линии выхода газа из Т-202 измеряется преобразователем температуры поз. ТЕ (100.19.01) с выводом на монитор АСУ ТП.

Для предотвращения гидратообразования в трубный пучок теплообменников Т-202 предусмотрен впрыск метанола, регулируемый БРМ вручную, через форсунки в распределительной камере над перегородкой Т-202.

Перепад давления в распределительной камере над и под перегородкой Т-202 измеряется и сигнализируется на мониторе АСУ ТП поз. dPT (100.17-01) и не должен превышать 0,15 МПа.

Для более полного извлечения из природного газа углеводородного конденсата на установке предусматривается охлаждение газа с использованием дроссель-эффекта (эффект Джоуля-Томпсона). Эффект заключается в том, что при дросселировании газа на одну атмосферу температура его снижается в среднем на 0,3 °С.

В качестве дроссельного устройства служит штуцер регулирующий ШР-10 Ру 16 Ду 200.

Газ после теплообменников Т-202 с температурой от минус 18 до минус 25 °С проходит ШР-10, где дросселируется до давления от 4,7 до 5,3 МПа.

При дросселировании температура газа понижается от минус 25 до минус 30 °С.

Перед входом охлажденного газа в низкотемпературный сепаратор С-202 в его поток подаётся газ выветривания из разделителей Р-201.

Регулирование температуры в низкотемпературном сепараторе С-202 может производиться путем регулирования степени открытия ШР-10 по сырому газу клапаном регулятором «Mokveld» на входе сухого газа в межтрубное пространство Т-201 и байпасным краном Ду 300 с ручным управлением.

Давление в сепараторе С-202 поддерживается клапаном регулятором «Mokveld». Для защиты сепаратора С-202 от превышения давления на входном трубопроводе установлены два предохранительных клапана со сбросом газа на факел.

Уровень жидкости в нижней части сепаратора поддерживается регулятором непрерывного действия поз. LC (100.11.03). Предусмотрена сигнализация «максимум» и «минимум» уровня с выводом на монитор АСУ ТП поз. LIA (100.11.02). Жидкость через байпасную линию Т-203 «конденсат – конденсат» сбрасывается в разделитель второй ступени Р-202. Осушенный газ сепарации из низкотемпературного сепаратора С-202 последовательно проходит межтрубное пространство теплообменников Т-202, Т-201, нагревается встречным потоком сырого газа с температуры от минус 30 °С до температуры 0 °С минус 10 °С и поступает на замерную нитку, где с помощью сужающего устройства с камерной диафрагмой поз. FE (100.22.01) преобразователя температуры поз. TE (100.23-01), датчика разности давлений поз. dPT (100.22-02) и датчика давления поз. PT (100.22-03) производится расчёт количества осушенного газа с помощью программы расчёта газа на АСУ ТП Allen-Bradley и выводится на монитор АСУ ТП.

Осушенный газ с технологических ниток по трубопроводу $\varnothing 325 \times 16$ направляется в аппараты воздушного охлаждения (АВО), где при необходимости охлаждается до температуры от 0 °С до плюс 5 °С.

После АВО все трубопроводы осушенного газа объединяются в один межцеховой газовый коллектор $\varnothing 1020$, по которому газ подаётся в т.н. 7,8 ЦОГ и далее на II ст. ДКС УКПГ-5. Также для поддержания температуры минус 30 °С в летнее время газ может подаваться в 1, 3, 5 т.н. ЦОГ и далее на I ст. ДКС УКПГ-5. В аварийных ситуациях газ на КЦ-1, 2 подаётся через УЗГ (измерительный комплекс ROC-407).

Принцип работы аппарата по подготовке газа и его конструкция

Первичный сепаратор (рис. 4) предназначен для выделения основной массы жидкости из газового потока. Газ входит в среднюю часть сепаратора и ударяется в отбойное ребро. При этом резко изменяется направление и скорость газового потока.

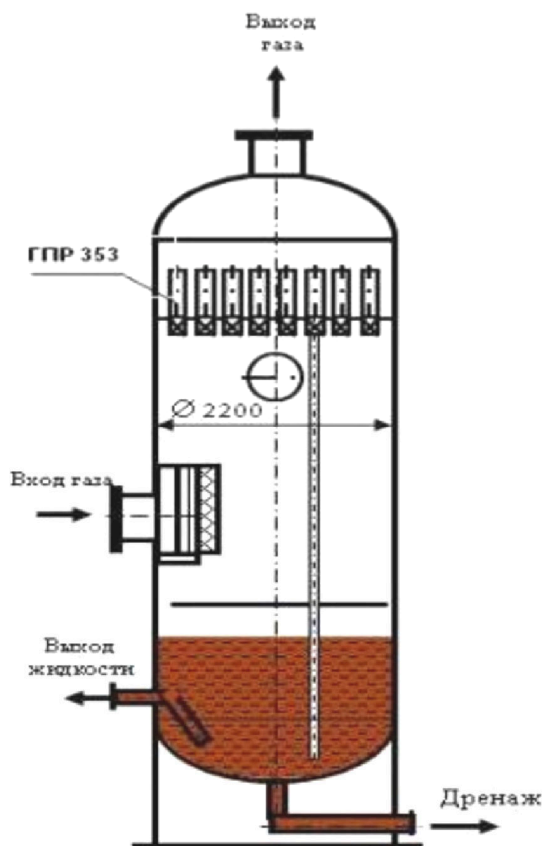


Рисунок 4 – Первичный сепаратор

За счёт изменения скорости газа происходит частичное выделение взвешенных в нём капель жидкости, которые стекают вниз по поверхности рёбер. Для более полно-

го выделения капель жидкости из газового потока служит жалюзийная насадка. Проходя через жалюзи насадки, газовый поток неоднократно изменяет свое направление, что приводит к выделению капель жидкости. Стекая по насадке, капли укрупняются, образуют плёнку и смачивают насадку. Затем жидкость попадает в сливные трубки, по которым стекает в сливные карманы, служащие гидрозатворами.

Из сливных карманов жидкость направляется в кубовую часть сепаратора с подогревом, где происходит выделение некоторого количества газа из отделившейся в сепараторе жидкости. Уровень жидкости в первичном сепараторе поддерживается с помощью регулятора непрерывного действия, также предусмотрена сигнализация максимум и минимум уровней, давление контролируется техническим манометром.

Охлаждённый газ из теплообменника Т-201 поступает в промежуточный сепаратор С-204, где из газового потока выделяется капельная жидкость, образовавшаяся при охлаждении сырого газа. Для интенсификации процесса отделения капель жидкости от газа на входе в сепаратор установлено завихрительное устройство. На выходе из завихрителя поток газа приобретает вращательное движение, капельки жидкости, имеющие большую, чем частички газа массу, отбрасываются к периферии потока, укрупняются и под действием силы тяжести оседают вниз. Жидкость собирается в нижней части аппарата, направляется в блок разделителя. Уровень жидкости в промежуточном сепараторе поддерживается автоматически регулятором непрерывного действия, фиксируются минимальная и максимальная величины уровней и сигнализируются на дисплее. Температура в промежуточном сепараторе измеряется термометром сопротивления, давление – техническим манометром.

Газ после ШР-10 и ЭГ-9 поступает в низкотемпературный сепаратор С-202, где происходит окончательное отделение капельной влаги из газа. На входе в низкотемпературный сепаратор находится отбойник капельной жидкости сетчатого типа. С целью предотвращения выноса капельной жидкости с потоком осушенного газа на выходе из сепаратора установлена ситчатая тарелка. Перепад давления на ситчатой тарелке сигнализируется на дисплее компьютера. Давление в сепараторе регистрируется на вторичном приборе поз. 265 и сигнализируется в операторной поз. 208. Температура регистрируется и сигнализируется на дисплее поз. 206.

Для защиты сепараторов от превышения давления установлены 2 СППК со сбросом газа на факел.

Модернизация сепарационного оборудования

Одним из актуальных вопросов при эксплуатации установок промышленной подготовки газа и газового конденсата в условиях постоянно снижающегося давления является поддержание достигнутого уровня добычи газа и газового конденсата. При этом необходимым условием остается обеспечение кондиций газа в соответствии с требованиями СТО 05751745-106 при минимальных потерях углеводородов и минимальных затратах материально-технических ресурсов.

На УКПГ валанжинских залежей в настоящее время обеспечивается безусловное соблюдение требований СТО 05751745-106.

С 1991 года по настоящее время проведены модернизации и их испытания на шести низкотемпературных сепараторах. Реконструкция сепаратора II ступени НТС т.н. N1 УКПГ-2В.

Для решения проблемы снижения общих потерь конденсата ООО «Газпром добыча Уренгой» совместно с ЦКБН проведена реконструкция сепаратора второй ступени НТС первой технологической линии на УКПГ-2В Уренгойского НГКМ, выполнена переобвязка этой линии для обеспечения подачи в сепаратор второй ступени конденсата из первой ступени сепарации с целью апробации модели процесса НТА и установлена взамен коагуляционной насадки сепарационная тарелка с элементами ГПР 515.

Низкотемпературный сепаратор серийной конструкции, установленный на УКПГ-2В, разработан в 1982 году. Сепаратор представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат D 2400, внутри которого на входе установлен коагулятор 1 мелкодисперсного аэрозоля, служащий для укрупнения капель, и сетчатый отбойник перед шту-

церам входом газа; уровень жидкости защищён от вторичного уноса просечно-вытяжным листом 3. Данная конструкция обеспечивает эффективную очистку газа при производительности до 208 тыс. м³/час в диапазоне изменения давления 5,5–7,5 МПа. При снижении рабочего давления ниже расчётного или увеличении производительности данная конструкция не обеспечивает качественной очистки газа, потери конденсата существенно увеличиваются. Для обеспечения эффективной очистки газа при повышенной производительности или снижении рабочего давления ниже 5,5 МПа необходима модернизация сепаратора С-2.

На основании выполненных ЦКБН опытных и экспериментальных работ была предложена модернизация серийного сепаратора на базе новых центробежных сепарационных элементов с рециркуляцией газа (рис. 5).

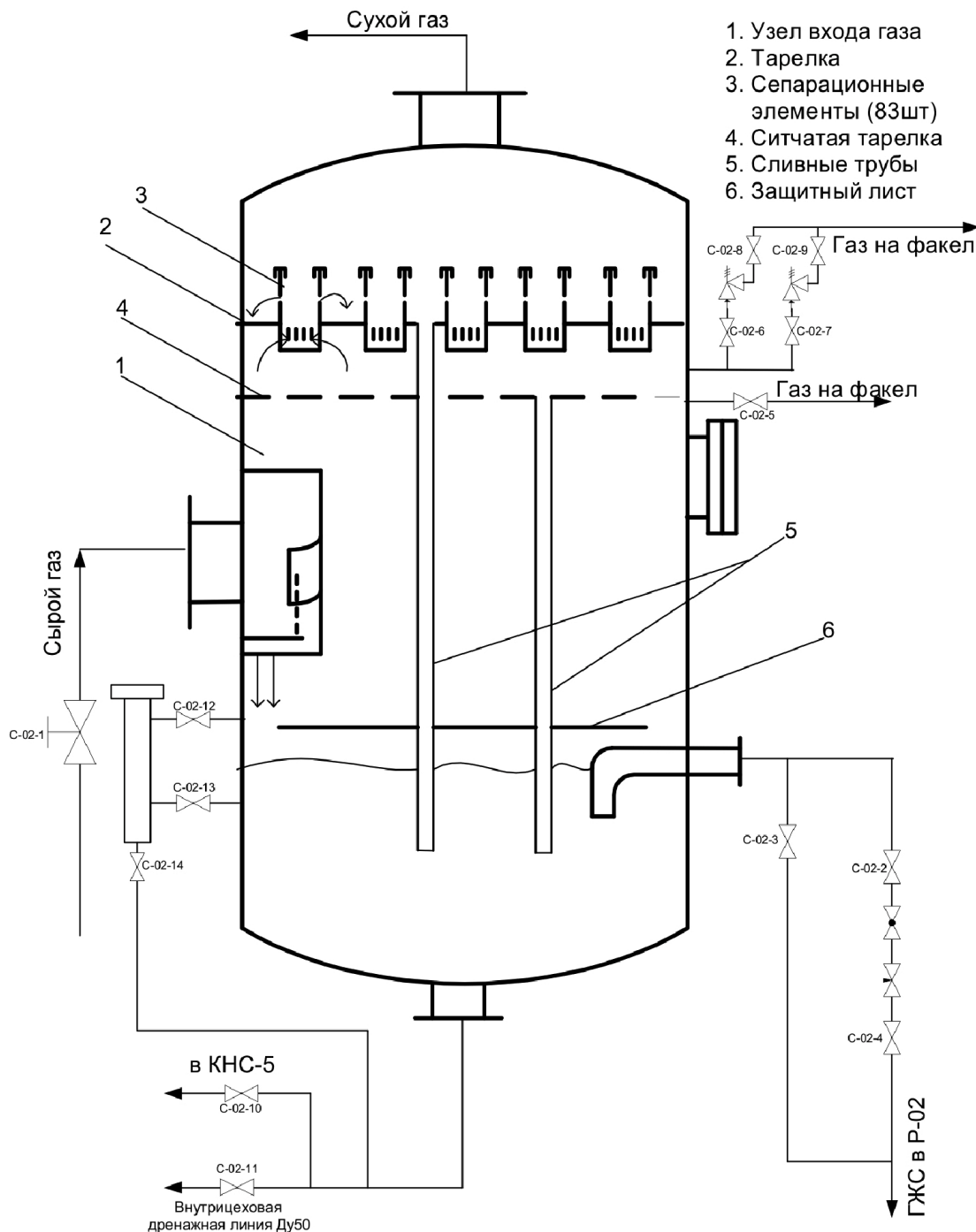


Рисунок 5 – Сепаратор С-2

Суть модернизации заключалась в следующем. В сепараторе, у входа газа в аппарат, установлен новый узел входа газа, обеспечивающий предварительный съём жидкости и последующую коагуляцию мелкодисперсного аэрозоля. Вместо сетчатого отбойника смонтирована тарелка с сепарационными элементами ГПР 515.00.000 в количестве 83 шт.

Под сепарационной тарелкой, на расстоянии 600 мм от неё, смонтирована ситчатая тарелка. Для подачи конденсата на ситчатую тарелку смонтирована труба. Каждая из тарелок оснащена трубами для слива конденсата в сборник жидкости; над уровнем вместо просечного листа смонтирован защитный лист.

Перед сепаратором установлен узел впрыска. Аппарат работает следующим образом. Газожидкостный поток попадает на узел входа, где происходит предварительная очистка газа. Предварительно очищенный газ поступает на коагулятор, где происходит укрупнение мелких капель жидкости.

Газ вместе с укрупнёнными каплями жидкости поступает в аппарат в тангенциальном направлении. За счёт вращения в полости аппарата часть капель жидкости переносится на стенку аппарата и стекает в сборник жидкости. Газожидкостный поток, уже с меньшим содержанием жидкости, поступает на ситчатую тарелку. Для улучшения контактирования предварительно очищенного газа на ситчатую тарелку подаётся конденсат в заданном количестве. Ситчатая тарелка работает в режиме барботажа, поэтому часть конденсата попадает на сепарационную тарелку, где происходит очистка газа. При работе в «сухом» режиме (без подачи конденсата) ситчатая тарелка выполняет роль распределителя, что для сепаратора не является обязательным. Отсепарированный в центробежных элементах конденсат, а также конденсат с ситчатой тарелки, по сливным трубам попадает в сборник жидкости, откуда выводится на дальнейшую обработку.

Проведены многочисленные исследования модернизированной технологической нитки N1 УКПГ-2В.

Целью проведённых работ являлось:

- 1) определение максимальной производительности сепаратора по газу при существующих условиях эксплуатации с подачей в газ конденсата с первой ступени сепарации и без неё;
- 2) определение места впрыска конденсата;
- 3) определение оптимального количества впрыскиваемого конденсата;
- 4) оценка количества дополнительно извлекаемого конденсата за счёт абсорбции.

Проведённые испытания показали следующее:

- 1) максимальная эффективная производительность сепаратора соответствует расходу газа 260 тыс. м³/час при давлении 5,8 МПа, с выносом $C_{5+в}$ не более 0,03 г/м³;
- 2) впрыск конденсата, осуществляемый в процессе испытаний в трубопровод перед С-2, не снижает эту величину производительности;
- 3) впрыск конденсата на ситчатую тарелку по результатам испытаний не представляется целесообразным из-за повышения выноса конденсата.

Испытаниями установлена максимальная производительность сепаратора 265 тыс. м³/час при давлении 5,8 МПа (283 тыс. м³/час при 6,9 МПа).

Фактическое увеличение производительности составляет 1,4 по сравнению с проектной величиной 208 тыс. м³/час.

Также были проведены исследования наработки низкотемпературного сепаратора, модернизированного по чертежу ГПР 743.00.000 ЦКБН на базе элементов 515.00.000 т.н. N1 УКПГ-2В.

Работа включала в себя исследование эффективности сепаратора по величине уноса в процессе эксплуатации в течение трёх лет:

- I этап – замеры после десяти месяцев эксплуатации;
- II этап – замеры после двадцати месяцев эксплуатации;
- III этап – замеры после трёх лет эксплуатации.

Замеры уноса проводились по методике и средствами НТЦ. Кроме замеров уноса, НТЦ выполнены замеры режимных параметров работы технологического оборудо-

вания технологической линии N1, а также были отобраны пробы для определения состава и плотности отсепарированного газа. Анализ режимов эксплуатации и выполненных замеров показали следующее:

- 1) производительность технологической линии N1 УКПГ-2В колебалась в пределах от 195 до 229 тыс. м³/час, давление от 5,1 до 5,6 МПа, температура газа от 27 до 30 °С;
- 2) содержание жидкости на входе в сепаратор до 170 см³/м³;
- 3) унос жидкости по всем замерам не превысил 0,03 г/м³.

Сепаратор и линия в целом работают стабильно, срывов и нарушений в процессе эксплуатации не наблюдалось.

Результаты исследований наработки модернизированного по чертежу ГПР 743.00.000 ЦКБН низкотемпературного сепаратора показали его эффективную работу с уносом до 0,03 г/м³ при существующих режимах эксплуатации.

В связи с неэффективностью работы схемы подачи части углеводородов на ситчатую тарелку С-2, тарелка была демонтирована.

Проведённые испытания после трёх лет наработки аппарата показали, что не произошло снижения характеристик работы аппарата данной конструкции т.н. N1 УКПГ-2В, что свидетельствует о принципиально правильном выборе конструкции модернизированного сепаратора С-2 с элементами ГПР 515.

После проведения комплексных испытаний на УКПГ-2В было принято решение о тиражировании модернизации по опробованной схеме на УКПГ валанжинских залежей.

Модернизация выполнена по технической документации ЦКБН, чертёж ГПР 743.00.000 и заключалась в следующем:

- в сепараторе вместо стандартного сепарационного устройства сетки установлена тарелка с центробежными сепарационными элементами ГПР 515.00.000 в количестве 98 шт.;

- вместо существующего узла входа газа в виде коагулятора из сетки смонтирован новый узел для предварительного отделения жидкости, коагуляции мелкодисперсного аэрозоля и тангенциального ввода газожидкостного потока в аппарат;

- над уровнем жидкости для исключения вторичного уноса установлен защитный лист (вместо просечно-вытяжного по проекту).

Тарелка с сепарационными элементами и защитный лист над уровнем жидкости снабжены лазами для обслуживания. Верхняя тарелка снабжена трубами Ду 50 для слива жидкости в сборник жидкости.

Проведённые после пуска в эксплуатацию т.н. N6 исследования показали, что низкотемпературный сепаратор на режиме 190 тыс. м³/час работал с уносом конденсата не превышающим 0,05 г/м³.

Сепараторы на УКПГ-1АВ проверены на эффективность средствами и по методике НТЦ. Одновременно при испытаниях сепаратора N6 лабораторией газоконденсатных исследований отобраны пробы газа для уточнения величины уноса хроматографическим способом. Результаты замеров приведены в таблице 1.

Таблица 1 – Уточнённые величины уноса

Номер т.н.	Производительность, тыс. м ³ /час	Давление, МПа	Температура, °С	Содержание жидкости		
				на выходе см ³ /м ³	на входе, г/м ³	
					весовой метод	хроматографический метод
4	197	69	– 22, 0	83	до 0,02	–
6	166	68, 5	– 24, 2	88-94	1, 2	1, 05

Из таблицы 1 видно, что сепаратор N4 работает при производительности близкой к проектной, унос не превышает проектной величины.

Из сепаратора т.н. N6 наблюдается повышенный вынос конденсата, подтверждённый замерами по двум методикам.

Таким образом, низкотемпературный сепаратор т.н. N6 работает по данным замеров с низкой эффективностью, хотя исследования, проведённые после пуска техно-

логической нитки, показали его эффективную работу, т.е. за год эксплуатации эффективность работы сепаратора снизилась на порядок.

Рассмотрим модернизацию низкотемпературного сепаратора агрегата трёхступенчатой сепарации на УКПГ-5В.

Модернизация низкотемпературного сепаратора агрегата трёхступенчатой сепарации технологической линии N1 выполнена по чертежу ГПР 764.00.000 и заключалась в следующем:

- демонтирована штатная сетчатая насадка в верхней части аппарата;
- смонтированы опорные балки под тарелку для центробежных элементов;
- установлены полотна тарелки на штатные опорные уголки и опорные балки;
- зазоры у корпуса и у выходной трубы газа устранены накладными кольцами;
- к полотну тарелки приварены две сливные трубы Ду 50;
- на тарелке смонтированы центробежные элементы ГПР 515.00.000 в количестве 99 штук.

Защитный лист над уровнем жидкости и узел входа с коагулятором и устройством предварительного отделения сохранены штатными.

Плотность сварки полотен и приварки их к корпусу и трубе выхода газа контролировались визуально с подсветкой лампой, а также наливом воды. Неплотности устранены. Наблюдались отдельные подтёки жидкости в виде запотевания стенки корпуса под полотном и нижней поверхности полотна в районе сварных швов.

В процессе подготовки аппарата к модернизации после пропарки оборудования из теплообменников «газ – газ» была удалена парафинистая масса.

Модернизация выполнена силами УКПГ-5В при курировании работ ЦКБН. Испытания выполнены ЦНИПР ПО УГП совместно с ЦКБН и персоналом УКПГ-5В. Замеры выполнены средствами и по методике на различных режимах работы аппарата.

В процессе испытаний замерялись:

- производительность, давление, температура – штатными приборами;
- унос конденсата – средствами;
- количество жидкости, поступающей в аппарат, – прямым замером накопления в аппарате за единицу времени.

Результаты испытаний показали следующее:

– начальное содержание жидкости на входе в сепаратор зависит от режима работы технологической линии и составляет от 190 до 200 см³/м³ при расходе газа 211 тыс. м³/час ($t = -30$ °С);

– унос жидкости из сепаратора составляет до 0,02 г/м³ при расходе 211 тыс. м³/час.

В течение пяти месяцев эксплуатации аппарат работал без замечаний к качеству сепарации. В последующем персоналом УКПГ обнаружен повышенный вынос конденсата с этой технологической нитки. Проведённые ИТЦ замеры подтвердили вынос $C_{5+в}$ в количестве до 2 г/м³.

Периодическое (ежегодное) обследование работы сепаратора на УКПГ-2В показало его проектную эффективность на текущих параметрах эксплуатации.

Проведённые испытания после трёх лет наработки аппарата показали, что не произошло снижения характеристик работы аппарата данной конструкции т.н. N1 УКПГ-2В, что свидетельствует о принципиально правильном выборе конструкции модернизированного сепаратора С-2 с элементами ГПР 515.

Проведённые испытания непосредственно после пуска технологических ниток N6 и N4 УКПГ-1АВ и N1 УКПГ-5В показали высокую эффективность их работы.

Технологические нитки N1 УКПГ-5В и N6 УКПГ-1АВ после полугода и года эксплуатации соответственно существенно ухудшили свою работу.

Таким образом, выбранный вариант модернизации низкотемпературных сепараторов принципиально верен.

Модернизация проводится с целью обеспечения надёжной и эффективной (уменьшение потерь конденсата) работы сепараторов НТС.

Цель модернизации – получить данные производственных испытаний, подтверждающих возможность отвода отсепарированной жидкости с полотна тарелки без наличия гидрозатвора сливных труб.

Расчёт процесса дросселирования газа

В данном расчёте определяем коэффициент Джоуля-Томсона, который показывает, что при изменении давления происходит изменение температуры, а также псевдокритические параметры (применяются для расчёта псевдокритических свойств природного газа подобно тому, как критические температуры и давления используются с той же целью для индивидуальных компонентов) $P_{пк}$ и $T_{пк}$ и молярную теплоёмкость смеси $C_{Рсм}^0$. Для этого составим таблицу зависимости параметров от доли каждого компонента в составе газа.

Таблица 2 – Исходные данные для расчёта

Компоненты	y_i	$T_{к}, ^\circ\text{K}$	$P_{к}, \text{МПа}$	$C_p^0, \text{Дж/кг}\cdot^\circ\text{K}$
CH ₄	0,9030	190,5	2,7	2,22
C ₂ H ₆	0,0487	206,0	4,9	1,79
C ₃ H ₈	0,0220	369,0	4,3	1,56
C ₄ H ₁₀	0,0108	420,0	3,8	1,49
C ₅ H ₁₂	0,0155	470,2	3,4	1,45

Таблица 3 – Результаты расчётов

$T_{к} \cdot y_i$	$P_{к} \cdot y_i$	$C_p^0 \cdot y_i$
172,022	2,4381	2,00466
10,032	0,2386	0,08727
8,118	0,0946	0,03432
4,536	0,0410	0,01609
7,288	0,0527	0,02248

$$T_{пк} = \sum_{i=1}^n T_{ki} \cdot y_i, \quad (1)$$

где T_{ki} – критическая температура компонента; y_i – доля компонента в составе газа.

$$T_{пк} = 202 \text{ } ^\circ\text{K}.$$

$$P_{пк} = \sum_{i=1}^n P_{ki} \cdot y_i, \quad (2)$$

где P_{ki} – критическое давление компонента; y_i – доля компонента в составе газа.

$$P_{пк} = 2,87 \text{ МПа}.$$

$$C_{Рсм}^0 = \sum_{i=1}^n C_{pi} \cdot y_i, \quad (3)$$

где C_{pi} – теплоёмкость компонента; y_i – доля компонента в составе газа.

$$C_{Рсм}^0 = 2,16 \text{ Дж/кг}\cdot^\circ\text{K}.$$

По известным значениям $T_{пк}$ и $P_{пк}$ определим приведённые параметры газа $T_{пр}$ и $P_{пр}$ при рабочих условиях:

$$T_{пр}^p = \frac{T_p}{T_{пк}}, \quad (4)$$

где T_p – температура газа перед дросселированием; $T_{пк}$ – псевдокритический параметр.

$$T_{\text{пр}}^p = \frac{263}{202} = 1,3.$$

$$P_{\text{пр}}^p = \frac{P_p}{P_{\text{пк}}}, \quad (5)$$

где P_p – давление газа перед дросселированием; $P_{\text{пк}}$ – псевдокритический параметр.

$$P_{\text{пр}}^p = \frac{10}{2,87} = 3,48.$$

По графику зависимости C_p от приведённых параметров газа находим изометрическую поправку к теплоёмкости от давления ΔC_p :

$$\Delta C_p = 10,63 \text{ Дж/кг} \cdot \text{°К}.$$

По графику зависимости функции коэффициента Джоуля-Томсона от приведённого давления $P_{\text{пр}}$ и температуры $T_{\text{пр}}$ находим обобщённую функцию коэффициента

$$\text{Джоуля-Томсона} - \left[\frac{P_{\text{пк}}}{T_{\text{пк}}} \cdot D_i \cdot C_{\text{Рсм}} \right] = 0,6.$$

Вычислим коэффициент Джоуля-Томсона D_i (дроссель-эффект) для природного газа заданного состава:

$$D_i = \frac{\frac{T_{\text{пк}}}{P_{\text{пк}}} \cdot \left[\frac{P_{\text{пк}}}{T_{\text{пк}}} \cdot D_i \cdot C_{\text{Рсм}} \right]}{C_{\text{Рсм}}^0 + \Delta C_p}, \quad (6)$$

где $C_{\text{Рсм}}^0$ – молекулярная теплоёмкость смеси; $\Delta C_{\text{Рсм}}$ – изотермическая поправка молярной теплоёмкости смеси; $T_{\text{пк}}$ и $P_{\text{пк}}$ – псевдокритические параметры.

$$D_i = \frac{\frac{202}{2,87} \cdot 0,6}{2,16 + 10,63} = 3,3.$$

Так как коэффициент Джоуля-Томсона составляет 3,3, то при снижении давления на 0,1 МПа температура газа понизится на 3,3 °С. То есть для того чтобы получить требуемую температуру в низкотемпературном сепараторе (минус 28 °С), необходим перепад давления в 4,5 МПа.

Расчёт низкотемпературного сепаратора очистки газа

Расчёт сепарационной тарелки

Задачей настоящего расчёта является определение количества сепарационных элементов, расчёт гидравлического сопротивления аппарата. Расчётная схема аппарата приведена на рисунке 6.

Плотность газа ρ_p (кг/м³) при заданных температурах и давлении (рабочих условиях) определяется по уравнению:

$$\rho_p = \frac{\rho_0 \cdot Z_n \cdot P_p \cdot P}{P \cdot Z_p \cdot T_p}; \quad (7)$$

$$\rho_p = \frac{0,987 \cdot 0,99 \cdot 13,071 \cdot 1,013}{1,013 \cdot 0,75 \cdot 308,15} = 150,087 \text{ кг/м}^3.$$

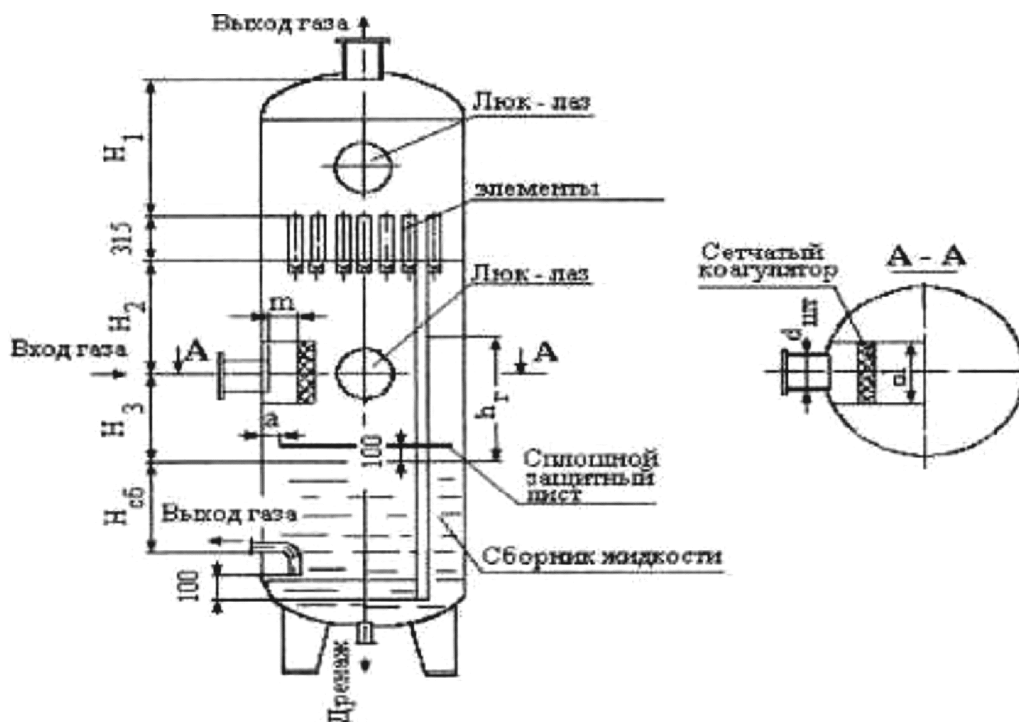


Рисунок 6 – Расчётная схема сепаратора ГП-569.05.01

Таблица 6 – Исходные данные для расчёта сепаратора ГП-569.05.01

Параметр	Значение
Производительность по газу $Q_{ном}$, млн м ³ /сут.	8,897
Давление рабочее P_p , МПа	13,071
Температура рабочая, °К	308,15
Плотность газа ρ_0 при $P = 1,013$ МПа и $t = 0$ °С, кг/м ³	0,987
Плотность жидкости $\rho_ж$, кг/м ³	727,6
Поверхностное натяжение жидкости при рабочих условиях σ_k , Н/м	$13 \cdot 10^{-3}$
Коэффициент сжимаемости при рабочих условиях Z_p	0,75
Коэффициент сжимаемости при нормальных условиях Z_H	0,99
Начальное содержание жидкости в газе $e_ж$, г/м ³	214,8
Диаметр штуцеров входа и выхода газа d_t , м ³	0,25

Критическая скорость газа в сепарационном элементе $W_{кр}$, м/с:

$$W_{кр} = T_s \cdot 4 \sqrt{\frac{g \cdot \sigma_k}{\rho_p}}, \quad (8)$$

где T_s – коэффициент структурных изменений газожидкостного потока ($T_s = 12,0$); σ_k – поверхностное натяжение жидкости при рабочих условиях; g – ускорение свободного падения.

$$W_{кр} = 12,0 \cdot 4 \sqrt{\frac{9,81 \cdot 13 \cdot 10^{-3}}{150,087}} = 2,05 \text{ м/с.}$$

Необходимая площадь сепарационных элементов F_c , м²:

$$F_c = \frac{q_c}{W_{кр}}, \quad (9)$$

где q_c – номинальная секундная производительность по газу в рабочих условиях, м³/с.

$$q_c = \frac{Q_{\text{НОМ}} \cdot P \cdot Z_p \cdot T_p}{86400 \cdot P_p \cdot P \cdot Z_H}; \quad (10)$$

$$q_c = \frac{8,897 \cdot 1,013 \cdot 0,75 \cdot 308,15}{86400 \cdot 13,071 \cdot 1,013 \cdot 0,99} = 0,677 \text{ м}^3/\text{с};$$

$$F_c = \frac{0,677}{2,05} = 0,330 \text{ м}^2.$$

Площадь сечения элемента f_c , м²:

$$f_c = 0,785 \cdot d_c^2, \quad (11)$$

где d_c – внутренний диаметр сепарационного элемента ($d_c = 0,1$ м);

$$f_c = 0,785 \cdot 0,1^2 = 0,00785 \text{ м}^2.$$

Таким образом, необходимая площадь сепарационных элементов составляет 0,00785 м².

Количество сепарационных элементов n_c , шт.:

$$n_c = \frac{F_c}{f_c}; \quad (12)$$

$$n_c = \frac{0,330}{0,00785} = 42,04 \text{ шт.}$$

Конструкция принимается $n_c = 43$ шт.

Количество элементов уточняется по результатам испытаний и по согласованию может быть изменено.

Таким образом, количество сепарационных элементов составляет 43 шт.

Расчёт сборника жидкости

Производительность по жидкости $q_{\text{ж}}$, м³/с:

$$q_{\text{ж}} = \frac{e_{\text{ж}} \cdot Q_{\text{НОМ}}}{86400 \cdot \rho_{\text{ж}}}, \quad (13)$$

где $e_{\text{ж}}$ – начальное содержание жидкости в газе, г/м³; $\rho_{\text{ж}}$ – плотность жидкости, кг/м³;

$$q_{\text{ж}} = \frac{214,8 \cdot 8,897 \cdot 10^3}{86400 \cdot 727,6} = 0,03 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Объём сборника жидкости $V_{\text{ж}}$, м³:

$$V_{\text{ж}} = 0,785 \cdot D^2 \cdot H_{\text{сб}}, \quad (14)$$

где D – диаметр сепаратора ($D = 1,8$ м); $H_{\text{сб}}$ – высота сборника жидкости ($H_{\text{сб}} = 1,2$ м).

$$V_{\text{ж}} = 0,785 \cdot 1,8^2 \cdot 1,2 = 3,052 \text{ м}^3.$$

Время пребывания жидкости в аппарате τ , мин.:

$$\tau = \frac{V_{\text{ж}}}{q_{\text{ж}} \cdot 60}. \quad (15)$$

Допустимое время пребывания жидкости в сепараторе $[\tau] = 3$ мин.:

$$\tau = \frac{3,052}{0,03 \cdot 60} = 1,7 \text{ мин.}$$

Таким образом, производительность по жидкости составляет $0,03 \text{ м}^3/\text{с}$; объём сборника жидкости $3,052 \text{ м}^3$; время пребывания жидкости в аппарате составляет $1,7 \text{ мин}$.

Расчёт сливных труб

Количество жидкости, стекающей в сборник жидкости по сливным трубам $q_{\text{сл}}$:

$$q_{\text{сл}} = 0,2 \cdot q_{\text{ж}}, \quad (16)$$

где $q_{\text{ж}}$ – производительность по жидкости ($q_{\text{ж}} = 0,03 \text{ м}^3/\text{с}$);

$$q_{\text{сл}} = 0,2 \cdot 0,03 = 0,006 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Необходимая площадь слива $F_{\text{сл}}$, м^2 :

$$F_{\text{сл}} = \frac{q_{\text{сл}}}{W_{\text{сл}}}, \quad (17)$$

где $W_{\text{сл}}$ – скорость слива самотёком ($W_{\text{сл}} = 0,25 \text{ м/с}$);

$$F_{\text{сл}} = \frac{0,006}{0,25} = 0,024 \text{ м}^2.$$

Диаметр трубы $d_{\text{сл}}$, м:

$$d_{\text{сл}} = 1,13 \cdot \sqrt{F_{\text{сл}}}; \quad (18)$$

$$d_{\text{сл}} = 1,13 \cdot \sqrt{0,024} = 0,17 \text{ м}.$$

Таким образом, принято 2 трубы $\varnothing 89 \text{ мм}$.

Расчёт гидравлического сопротивления аппарата

Гидравлическое сопротивление узла ввода газа $\Delta P_{\text{вх}}$, МПа:

$$\Delta P_{\text{вх}} = \zeta_{\text{вх}} \cdot \frac{W_{\text{г}}^2 \cdot \rho_{\text{г}}}{2 \cdot g \cdot 10^5}, \quad (19)$$

где $\zeta_{\text{вх}}$ – коэффициент гидравлического сопротивления узла ввода газа ($\zeta_{\text{вх}} = 1,2$);
 $W_{\text{г}}$ – скорость газа в штуцерах входа и выхода газа, м/с:

$$W_{\text{г}} = \frac{q_{\text{г}}}{0,785 \cdot d_{\text{г}}^2}, \quad (20)$$

где $d_{\text{г}}$ – диаметр штуцеров входа и выхода газа.

$$W_{\text{г}} = \frac{0,677}{0,785 \cdot 0,25^2} = 13,8 \text{ м/с};$$

$$\Delta P_{\text{вх}} = 1,2 \cdot \frac{13,8^2 \cdot 150,087}{2 \cdot 9,8 \cdot 10^5} = 0,0175 \text{ МПа}.$$

Гидравлическое сопротивление сепарационных элементов $\Delta P_{\text{с}}$, МПа:

$$\Delta P_{\text{с}} = \zeta_{\text{с}} \cdot \frac{W_{\text{с}}^2 \cdot \rho_{\text{г}}}{2 \cdot g \cdot 10^5}, \quad (21)$$

где $\zeta_{\text{с}}$ – коэффициент гидравлического сопротивления сепарационной тарелки ($\zeta_{\text{с}} = 9,0$).

Действительная скорость газа в сепарационных элементах W_c , м/с:

$$W_c = \frac{q_c}{F_d}, \quad (22)$$

где F_d – действительная площадь сепарационных элементов, м²:

$$F_d = f_c \cdot n_c; \quad (23)$$

$$F_d = 0,00785 \cdot 43 = 0,338 \text{ м}^2;$$

$$W_c = \frac{0,677}{0,338} = 2,003 \text{ м/с};$$

$$\Delta P_c = 9,0 \cdot \frac{2,003^2 \cdot 150,087}{2 \cdot 9,8 \cdot 10^5} = 0,0028 \text{ МПа.}$$

Гидравлическое сопротивление узла выхода газа:

$$\Delta P_{\text{вых}} = \zeta_{\text{вых}} \cdot \frac{W_r^2 \cdot \rho_p}{2 \cdot g \cdot 10^5}, \quad (24)$$

где $\zeta_{\text{вых}}$ – коэффициент гидравлического сопротивления штуцера выхода газа ($\zeta_{\text{вых}} = 0,5$).

$$\Delta P_{\text{вых}} = 0,5 \cdot \frac{13,8^2 \cdot 150,087}{2 \cdot 9,8 \cdot 10^5} = 0,0073 \text{ МПа.}$$

Полное гидравлическое сопротивление аппарата ΔP , МПа:

$$\Delta P = \alpha \cdot (\Delta P_{\text{вх}} + \Delta P_c + \Delta P_{\text{вых}}), \quad (25)$$

где $\alpha = 1,1$ – коэффициент неучтённых потерь.

$$\Delta P = 1,1 \cdot (0,0175 + 0,0028 + 0,0073) = 0,0303 \text{ МПа.}$$

Выполнен технологический расчёт сепаратора ГП-569.05.01. Результаты расчёта приведены в таблице 7.

Таблица 7 – Результаты расчёта сепаратора ГП-569.05.01

Параметр	Значение
Количество сепарационных элементов n_c , шт.	43
Площадь сепарационных элементов F_c , м ²	0,330
Критическая скорость газа $W_{кр}$, м/с	2,05
Объём сборника жидкости $V_{ж}$, м ³	3,052
Полное гидравлическое сопротивление аппарата ΔP , МПа	0,0303

Расчётное значение гидравлических сопротивлений аппарата допускаемого технической характеристикой.

Следует отметить, что около 60 % всех гидравлических потерь происходит в узле входа газа, в то время как в самих центробежных элементах потери давления составляют всего около 9 % от общих потерь в аппарате.

Расчёт экономического эффекта от модернизации низкотемпературных сепараторов

Рассмотрим модернизации низкотемпературного сепаратора технологических линий N4, N6 и N3 УКПГ-5В.

Модернизации выполнены по технической документации ЦКБН (чертёж ГП 643.00.000) и заключалась в следующем:

- в сепараторе вместо стандартного сепарационного устройства сетки установлена тарелка с центробежными сепарационными элементами ГПР 362.00.000 в количестве 98 шт.;
- вместо существующего узла входа газа в виде коагулятора из сетки смонтирован новый узел для предварительного отделения жидкости, коагуляции мелкодисперсного аэрозоля и тангенциального ввода жидкостного потока в аппарат;
- над уровнем жидкости, для исключения вторичного уноса, установлен защитный лист (вместо просечно-вытяжного по проекту).

Тарелка с сепарационными элементами и защитный лист над уровнем жидкости снабжены лазами для обслуживания. Верхняя тарелка снабжена трубами Ду 50 для слива жидкости в сборник жидкости.

Модернизация сепараторов выполнена силами УКПГ-5В.

В качестве эталона для сравнения принимаются технико-экономические показатели работы низкотемпературных сепараторов до модернизации.

Экономический эффект от проведения модернизации достигается за счёт сокращения потерь нестабильного конденсата ($C_{3+в}$) с газами сепарации.

Таблица 8 – Исходные данные для расчёта

Наименование	до внедрения	после внедрения
Объём внедрения, т.н.	3	3
Расход газа сепарации, тыс. м ³ /час		
т.н. N6	172	172
т.н. N4	168	168
т.н. N3	175	175
Потери нестабильного конденсата $C_{3+в}$, г/м ³ газа		
т.н. N6	2, 2	1, 2
т.н. N4	2, 0	0, 2
т.н. N3	2, 0	0, 9
Цена нестабильного конденсата, руб./тонн		8900
Себестоимость добычи конденсата, руб./тонн		6123
Условно-постоянная часть себестоимости добычи конденсата, тыс. руб.		72456524
Объём добычи газового конденсата, тонн		3623344
Фактические сроки наработки, месяц:		
по т.л. N3	12	12
по т.л. N4	10	10
по т.л. N6	12	12

Объём до уловленного нестабильного конденсата $C_{3+в}$ (V), тыс. м³:

$$V = Q_T \cdot (V_1 - V_2) \cdot T,$$

где Q_T – объём добытого на т.н. газа в году; V_1 – потери $C_{3+в}$ до модернизации, г/м³; V_2 – потери $C_{3+в}$ после модернизации, г/м³; T – время наработки технологической нитки за год, мес.

т.н. N6:

$$V = 172 \cdot 24 \cdot 30 \cdot (2,2 - 1,2) \cdot 12 = 1486080 = 1486,08 \text{ тонн};$$

т.н. N4:

$$V = 168 \cdot 24 \cdot 30 \cdot (2,2 - 0,2) \cdot 10 = 2419200 = 2419,2 \text{ тонн};$$

т.н. N3:

$$V = 175 \cdot 24 \cdot 30 \cdot (2,2 - 0,9) \cdot 12 = 1965\,600 = 1965,6 \text{ тонн.}$$

Суммарное дополнительное извлечение нестабильного конденсата по трём технологическим линиям составило:

$$V_{\text{сумм}} = 1486,08 + 2419,2 + 1965,6 = 5870,88 \text{ тонн.}$$

Расчёт экономического эффекта проводился согласно «Методическим рекомендациям по определению экономической эффективности капитальных вложений ООО «Газпром добыча Уренгой».

Если на основе использования результатов инноваций на предприятии обеспечивается увеличение объёмов продукции, прирост прибыли образуется за счёт снижения себестоимости продукции (экономия на условно-постоянной части затрат).

Расчёт экономии текущих затрат за счёт дополнительного производства продукции определяется по формуле:

$$E_{\text{уп}} = C_{\text{уп}} \cdot \frac{A_2 - A_1}{A_1} - Z_{\text{т}} = C_{\text{уп}} \cdot \frac{A}{A_1} - Z_{\text{т}} \cdot E_{\text{н}},$$

где $E_{\text{уп}}$ – экономия на условно-постоянной части себестоимости, тыс. руб.; A_1 и A_2 – объём продукции, производимой с использованием базовой и новой техники; $C_{\text{уп}}$ – годовая сумма условно-постоянной части текущих затрат, тыс. руб.; $Z_{\text{т}}$ – фактические затраты на внедрение мероприятия в году; $E_{\text{н}}$ – нормативный коэффициент эффективности капвложения ($E_{\text{н}} = 0,15$).

Затраты на модернизацию низкотемпературных сепараторов на УКПГ-5В (т.н. N3, N4 и N6) согласно плана реконструкции, техперевооружения и поддержания действующих мощностей объектов, скорректированные на индекс инфляции, составили:

$$Z_{\text{т}} = 71584 \cdot 4,693 = 335\,943,71 \text{ тыс. руб. ;}$$

$$E_{\text{уп}} = 72\,456\,524 \cdot \frac{5870,88}{3\,623\,344} - (335\,943,71 \cdot 0,15) = 67\,009 \text{ тыс. руб.}$$

Литература:

1. Бекиров Т.М., Шаталов А.Т. Сбор и подготовка к транспорту природных газов. – М. : Недра, 1986. – 261 с.
2. Бекиров Т.М., Ланчаков Г.А. Технология обработки газа и конденсата. – М. : Недра, 1999. – 596 с.
3. Гриценко А.И., Истомина В.А., Кульков А.Н., Сулейманов Р.С. Сбор и промысловая подготовка газа северных месторождений России. – М. : Недра, 1999. – 473 с.
4. Злотников Л.Г., Колосков В.А., Матвеев Ф.Р. Анализ хозяйственной деятельности предприятия нефтяной и газовой промышленности. – 3-е изд., перераб. и дополн. – М. : Недра, 2009. – 204 с.
5. Зайцев Н.Л. Экономика, организация и управление предприятием (2-е изд., доп.). – М. : Инфра-М, 2008. – 455 с.
6. Коротаев Ю.П., Ширковский А.И. Добыча, транспорт и подземное хранение газа. – М. : Недра, 1984. – 490 с.
7. Коротаев Ю.П., Маргулов Р.Д. Добыча, подготовка и транспорт природного газа и конденсата. Справочное руководство. – М. : Недра, 1984. – 288 с.
8. Куцын П.В. Охрана труда в газовой и нефтяной промышленности. – М. : Недра, 1982. – 246 с.
9. Ланчаков Г.А., Кульков А.Н., Зиберт Г.К. Технологические процессы подготовки природного газа и методы расчёта оборудования. – М. : Недра, 2000. – 279 с.
10. Лутошкин Г.С. Сбор и подготовка нефти, газа и воды: учебник для вузов. – 3-е изд., стереотипное. – М. : ООО ТИД Альянс, 2005. – 319 с.

11. Молоканов Ю.К. Процессы и аппараты нефтегазопереработки: учебник для техникумов. – М. : Химия, 1980. – 408 с.
12. Правила безопасности в нефтедобывающей промышленности. – М. : 1991.
13. Р Газпром 2-1.19-419-2010. Планирование по охране окружающей среды в ОАО «Газпром».
14. Низкотемпературная сепарация газа на Уренгойском месторождении. – URL : http://knowledge.allbest.ru/manufacture/3c0a65625a2bc69a4d43b89421306c37_0.html

References:

1. Bekirov T.M., Shatalov A.T. Collection and preparation for transport of natural gases. – M. : Subsoil, 1986. – 261 p.
2. Bekirov T.M., Lanchakov G.A. Tekhnology of handling of gas and condensate. – M. : Subsoil, 1999. – 596 p.
3. Gritsenko A.I., Istomin V.A., Kulkov A.N., Suleymanov R.S. Collection and trade preparation of gas of northern fields of Russia. – M. : Subsoil, 1999. – 473 p.
4. Zlotnikov L.G, Cones V.A, Matveev F.R. Analysis of economic activity of the entity of the oil and gas industry. – 3rd prod., reslave. – M. : Subsoil, 2009. – 204 p.
5. Zaycev N.L. Ekonomik's hares, organization and enterprise management (2nd prod., additional). – M. : Infra-M, 2008. – 455 p.
6. Korotayev Yu.P., Shirkovsky A.I. Production, transport and underground gas storage. – M. : Subsoil, 1984. – 490 p.
7. Korotayev Yu.P., Margulov R.D. Production, preparation and transport of natural gas and condensate. Reference guide. – M. : Subsoil, 1984. – 288 p.
8. Kutsyn P.V. Labor protection in the gas and oil industry. – M. : Subsoil, 1982. – 246 p.
9. Lanchakov G.A., Kulkov A.N., Zibert G.K. Engineering procedures of preparation of natural gas and methods of calculation of the equipment. – M. : Subsoil, 2000. – 279 p.
10. Lutoshkin G.S. Collection and preparation of oil, gas and water: the textbook for higher education institutions. – 3rd prod., stereotypic. – M. : LLC TID Alyans, 2005. – 319 p.
11. Molokanov Yu.K. Processes and devices of oil and gas processing : the textbook for technical schools. – M. : Chemistry, 1980. – 408 p.
12. Safety rules for the oil-extracting industry. – M. : 1991.
13. P Gazprom 2-1.19-419-2010. Planning on environmental protection in JSC Gazprom.
14. Low-temperature separation of gas on the Urengoy field. – URL : http://knowledge.allbest.ru/manufacture/3c0a65625a2bc69a4d43b89421306c37_0.html